

L12 ANSWER 103 OF 240 HCAPLUS COPYRIGHT 2001 ACS
 AN 1989:78218 HCAPLUS
 DN 110:79218
 TI Apparatus and method for **concentrating liquid products**
 IN Miura, Ikuo; Muramatsu, Hiroshi
 PA Ebara Corp., Japan
 SC Jpn. Tokkyo Koho, 3 pp.
 CC DEN: JAXXAD
 DT Patent
 LA Japanese
 FAN.CNT 1

	PATENT NO.	KIND	DATE	APPLICATION NO.	DATE
PI	JF 63040121	B4	19880809	JP 1979-135538	19791020
	JF 56058501	A2	19810521		
AB	The app. esp. for concg. sugar solns. or multicomponent liqs. comprises (a) >1 evapg. columns, (b) means for continuously monitoring the feed flow, product concns. and vapor amt. in each column, (c) means for optimizing the final product concn. in the last column based on the feedback signals, and (d) a microprocess computer. The app. is suitable for manufg. high-quality syrup and reduces operation cost.				
IC	B(1)D001-00				
CC	47-2 (Apparatus and Plant Equipment)				
ST	sugar soln evapn concentrator control; process control syrup manuf concentrator				
IT	Syrups (manuf. of, high-quality, concentrators for)				
IT	Concentrators (evaporative , with multiple columns, for sugar solns .)				

JP56058501

CONCENTRATION CONTROLLING SYSTEM IN PRODUCTION OF SOLUTION OF PLURAL KINDS OF CONCENTRATIONS

EBARA CORP

Inventor(s): MIURA IKUO; MURAMATSU HIROSHI

Application No. 54135538 JP54135538 JP. Filed 19791020.

Abstract: PURPOSE: To enable solution of multiple kinds to be produced easily and efficiently with the same concentrating apparatus by operating, correcting and optimizing the output signal of a product solution outlet concentration detecting part and obtaining an optimum control constant equivalently.

CONSTITUTION: At the time of controlling product solution outlet concentration in a concentrating apparatus 1, raw liquid inlet flow rate is mainly operated at the steady operation and heating vapor flow rate is used in combination as suboperating quantity at the output concentrating changing. At the same instant when the output concentration is set by an output concentration setter 18, setting of a vapor flow control indicating controller 14 corresponding to the rate of evaporation determined from the concentration set value and the desired value of the raw liquid inlet flow rate etc. by an operator 19 is carried out. At the same time, the setting of an operator 20 to optimize the output signal of an output concentration indicating controller 17 is carried out as correction to the change in the process gain caused owing to the change of the concentration set value. In this way, the PID constant of the controller 17 is automatically adjusted so as to enter the allowable range of the optimum value equivalently.

COPYRIGHT: (C)1981.JPO&Japio

4/7/1

DIALOG(R)File 350:Derwent WPIX

(c) 2001 Derwent Info Ltd. All rts. reserv.

007613687

WPI Acc No: 1988-247619/198835

Concn. control for prodn. of solns. with different concns. - used in mfr.
of liquefied sugars (J5 21.5.81)

Patent Assignee: EBARA MFG CO LTD (EBAR)

Number of Countries: 001 Number of Patents: 002

Patent Family:

Patent No	Kind	Date	Applicat No	Kind	Date	Week
-----------	------	------	-------------	------	------	------

JP 88040121	B	19880809	JP 78135538	A	19781020	198835 B
-------------	---	----------	-------------	---	----------	----------

JP 56058501	A	19810521				198835
-------------	---	----------	--	--	--	--------

Priority Applications (No Type Date): JP 78135538 A 19781020

Patent Details:

Patent No	Kind	Lan	Pg	Main IPC	Filing Notes
-----------	------	-----	----	----------	--------------

JP 88040121	B		8		
-------------	---	--	---	--	--

Abstract (Basic): JP 88040121 B

Concn. control comprises correcting a process gain K obtd.
previously according to the change of the concn. about the total gain
of a transfer function of a control loop to control the concns. at the
outlet of a concentrator, so that aK is const.; a = correction coefft..

Used for making liquefied sugars. (J56058501-A)

0/4

Derwent Class: D17

International Patent Class (Additional): B01D-001/00

③ 公開特許公報 (A)

昭56-58501

④ Int. Cl.³
B 01 D 1 00

識別記号

庁内整理番号
2126-4D

⑤ 公開 昭和56年(1981)5月21日

発明の数 1
審査請求 未請求

(全 7 頁)

⑥ 複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法

株式会社荏原製作所内

⑦ 発明者 村松洋

東京都大田区羽田旭町11番1号

株式会社荏原製作所内

⑧ 出願人 株式会社荏原製作所

東京都大田区羽田旭町11番1号

⑨ 特願 昭54-135538

⑩ 出願 昭54(1979)10月20日

⑪ 発明者 三浦郁男

東京都大田区羽田旭町11番1号

⑫ 代理人 弁理士 端山五一

- 1 -

明 細 書

1 発明の名称 複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法

2 特許請求の範囲

1. 原液より、複数種類の濃度の溶液を同一の濃縮装置で製造する場合の濃度制御方法において、制御量として製品溶液出口濃度を取り、定常運転時における主操作量として原液入口流量を取り、製品溶液濃度の切り換え運転時において併用する副操作量として加熱用の蒸気流量を取り、前記出口濃度の所望値を設定すると自動的に蒸気量も設定され、かつ、前記出口濃度の検出部の出力信号を演算して補正適正化し、導得的に最適制御定数を得ることを特徴とする複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法。

3 発明の詳細な説明

本発明は、原液より、異なる複数種類の濃縮液を同一濃縮装置を用いて製造する場合の濃度制御

方法に関するものである。

原液が、たとえば液糖の場合、通常原料の糖化工程から始まり、糖化精製工程から約30%程度の濃度で製造される。この原液を多量効用田等により、所定の濃度に濃縮したのち、液状製品用、精製糖用、結晶糖用、異性化糖用等として次工程の中間液として送られる場合があり、これらの中間液は、次工程の目的によつて75%、65%、55%等の異つた濃度を必要とする。

このようにそれぞれ異つた濃度の濃縮液を必要とする場合、従来は例えば第1図に示す如き方式が用いられていた。同図において1は濃縮装置で、原液供給管2により原液の供給を受け、蒸気管3からの蒸気により加熱され原液の水分が蒸発し濃縮された濃縮液は出口管4を経て送り出される。出口管4の先端は管路5,6,7に分岐されそれぞれ例えば75%、65%、及び55%濃度の濃縮液用として用いられる。8,9,10は切り換え用の弁である。

11は出口濃度を調節するため、出口濃度を検出し、それに応じた信号を発する濃度指示調節

- 2 -

計であり、12は原液の入口流量を調節するため、入口流量を検出し、かつ前記の濃度指示調節計11からの信号を受けて入口流量の流量調節弁13を制御する信号を発する流量指示調節計である。14は蒸気の供給量を調節するために、蒸気流量を検出し、蒸気の流量調節弁15を制御する信号を発する流量指示調節計である。16は蒸気排出管である。

このような構成のシステムにおいて、制御量として出口濃度を取り、操作量として入口原液流量又は蒸気流量を取ったフィードバック制御系の出口濃度指示調節計11の設定値をそれぞれ目的に定めた値に設定し、必要に応じて切り換えを行ない所定の複数種類（本例においては3種）の濃度の濃縮液を同一の濃縮装置1により製造するようになっている。この方法は出口濃度を定値制御する方法として従来最も多く使用されているが、この制御系で出口設定濃度を変更し多種類の濃縮液を製造する場合の最も大きな欠点は、出口設定濃度により、この制御系のプロセス特性が著しく変

化する事であり、この為、出口濃度指示調節計11の比例定数、積分定数、微分定数、（以下 P, I, D 定数と有り）の最適値が著しく異なる。此れ出口濃度の設定を変更する毎に濃度指示調節計11の P, I, D 定数の再調整を必要とする。この P, I, D 調整は、通常計装技術者が行ない、プラントの操作員のテリトリーに含まれないのが通例である。従つてひんばんに出口濃度の設定値を変更する場合、運転操作上非常に扱いにくい事が大きな欠点となる。

従来の例につき、さらに説明すれば、第1図に示す如く制御量に出口濃度を取り、操作量に入口原液流量をとる時の濃縮装置1の物質収支を示す理論式は下記の様になる。

$$\left. \begin{aligned} f_1 A &= f_0 \cdot b_0 \\ \text{ここで } f_0 &= f_1 - g \\ \therefore f_1 &= \frac{b_0 g}{b_0 - b_1} \end{aligned} \right\} \dots \dots (1)$$

$$g = k_1 q + k_2 \dots \dots (2)$$

$$f_1: \text{原液入口流量} \quad m^3 / H$$

b_1 : 原液入口濃度 %
 f_0 : 濃縮液出口流量 m^3 / H
 b_0 : 濃度 %
 g : 濃縮装置1の蒸気量 m^3 / H
 q : 熱源として使用した蒸気量 T / H
 k_1, k_2 : 係数

出口濃度を多種類製造する場合、蒸気量を一定で、原液流量のみ、出口製品濃度に応じて変化させる事でも、前式(1)のバランス上目的は達せられるが、この場合、入口流量をかなり変化させる事になる。一般に原液製造設備はほぼ一定濃度で一定流量で製造されるのが普通であり、全体の原液バランスがくずれて好ましい運転とは言えない。

これらの欠点を避けるため、目的の製品濃度に応じて自動的に蒸気量を変更することによつて、入口原液流量の変化をどの製品濃度においても小さく抑えるという方式が考えられる。

今、濃縮装置1は、第3図の如く1号缶21、2号缶22、3号缶23の3缶で構成された3重効用の濃縮装置1とする。24は蒸気、25は原

液、26は排気パイプ、27はドレン、28は出口管である。

1号缶21の原液入口流量、 f_1 m^3 / H 、濃度 b_1 %とし、1号缶21の出口流量、 f_1 m^3 / H 、濃度 b_1 %とした時、

定常状態では、前記と同様、 $f_1 A = f_1 b_1$ となる。非常状態では1号缶21内の液体保有量、 $C_1 m$ とした時、減少時間 Δt 時間内の入口流量変化分を $\Delta f_1 m^3 / H$ 、出口濃度の変化分を Δb_1 %とすると、

$$\Delta b_1 = \frac{1}{C_1} (\Delta f_1 \cdot b_1 - \Delta b_1 \cdot f_1) \Delta t \text{ となる。}$$

$$C_1 \frac{\Delta b_1}{\Delta t} = \Delta f_1 b_1 - \Delta b_1 f_1$$

$\Delta t \rightarrow 0$ の極限に於いては、

$$C_1 \frac{db_1}{dt} = \Delta f_1 b_1 - \Delta b_1 \cdot f_1$$

両辺をラプラス変換し、入力 F_1 、出力 B とした伝達関数 $G(s)$ は、

$$B(s) \left(1 + \frac{C_1}{f_1} s \right) = \frac{\Delta b_1}{f_1} F_1(s)$$

$$G(s) = \frac{B(s)}{F_1(s)} = \frac{\frac{\Delta b_1}{f_1}}{1 + \frac{C_1}{f_1} s} = \frac{K_1}{1 + T_1 s} \text{ となる。}$$

$$\Delta K = \frac{b_1}{f_1}, \quad T = \frac{C_1}{f_1}$$

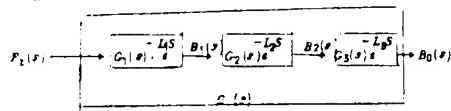
同様に 2 号缶 22、3 号缶 23 の伝達関数 $G_2(s)$ 、 $G_3(s)$ も求めるが、1 号缶と異なる点に、入口が濃度となる点である。

$$G_2(s) = \frac{B_2(s)}{B_1(s)} = \frac{K_2}{1 + T_2 s}, \quad K_2 = \frac{f_1}{f_2}, \quad T_2 = \frac{C_2}{f_2}$$

$$G_3(s) = \frac{B_3(s)}{B_2(s)} = \frac{K_3}{1 + T_3 s}, \quad K_3 = \frac{f_2}{f_0}, \quad T_3 = \frac{C_3}{f_0}$$

ここで G_2 、 G_3 は 2 号缶 22、3 号缶 23 の伝達関数、 f_2 、 f_0 はそれぞれ 2 号缶 22、3 号缶 23 の出口流量、 B_1 、 B_2 はそれぞれ 2 号缶、3 号缶の出口濃度である。

この 3 缶を合成した伝達関数 $G(s)$ は、各缶のつなぎで発生するむだ時間 (L_1 、 L_2 、 L_3) を考慮すると、



P, I, D 定数の最適値を選択しなければならぬこの装置を運転するオペレータに課す労力は余りにも大き過ぎる。即ち、オペレータにプロセス制御の専門知識を要求する事になるからである。

本発明は、運転点を変更した場合に、自動的に P, I, D 定数を等価的に最適値の許容範囲に入るように調整を行なうようにすることにより、従来の方法の上記の欠点を除き、同一の制御装置においても、極めて容易に多種類の濃度の溶液を効率よく製造することができる、複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法を提供することを目的とするものである。

本発明は原液より、複数種類の濃度の溶液を同一の制御装置で製造する場合の濃度制御方法において、制御量として製品溶液出口濃度を取り、定常運転時における主操作量として原液入口流量を取り、製品溶液濃度の切り換え運転時において併用する副操作量として加熱用の蒸気流量を取り、前記出口濃度の所望値を設定すると自動的に蒸気流量も設定され、かつ、前記出口濃度の検出部の出

$$G(s) = \frac{K \cdot e^{-Ls}}{(1 + T_1 s)(1 + T_2 s)(1 + T_3 s)} \quad (3)$$

となりむだ時間を含む遅れ系となる。

$$\text{ここで } K = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 = \frac{b_1}{f_1} \times \frac{f_1}{f_2} \times \frac{f_2}{f_0} = \frac{b_1}{f_0} \quad (4)$$

$$L = L_1 + L_2 + L_3$$

さて、前記の条件で多価濃度の溶液を製造する場合、それぞれ出口設定濃度により配給伝達関数は異なつた項となるが、むだ時間 (L_1, L_2, L_3)、時定数 (T_1, T_2, T_3) は、人口原料位置をほぼ一定とする事から、ほとんど変わらないと考える(厳密には、出口濃度を高く運転すれば、出口に近づくに従つて流量は減少するから、むだ時間、 L 及び時定数 T は少々増加する。)しかしプロセスゲイン K は、出口設定濃度に対し大きく変化するののでプロセス伝達関数 $G(s)$ はこれに反比例して変化する。

このため、出口濃度調節計の P, I, D 定数の最適値がそれぞれ運転点に於いて異なつた値をとる事になり、前述した様に運転濃度によりその最適

力信号を演算して補正適正化し、等価的に最適制御定数を得ることを特徴とする複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法である。

本発明を実施例につき図面を用いて説明すれば、17 は第 2 図に於て出口濃度指示調節計、18 は出口濃度設定器、19、20 は演算器であり、出口濃度設定器 18 により濃度設定されると、同時に演算器 19 により、濃度設定値と原液入口流量の所望値等から定まる蒸気量に相当する蒸気流量指示調節計 14 の設定が行なわれる。又同時に、濃度設定値の変更により生ずるプロセスゲインの変化に対する修正として、出口濃度指示調節計 17 の出力信号の適正化を計る演算器 20 の設定が行なわれる。

出口濃度指示調節計 17 の P, I, D モードの演算式は、

$$Y = \frac{100}{K_p} \left(Z + \frac{1}{T_I} \int Z dt + T_D \frac{dZ}{dt} \right) \quad (5)$$

Y : 調節計出力の変化分

Z : 偏差 = 濃度設定値 - 濃度測定値

T_1 : 定数(積分時間)
 T_2 : 定数(積分時間)
 K : 定数(比例調節計ゲインの逆数)
 で表わされる。

この調節計の演算定数 K 、 T_1 、 T_2 の最適値を
 出口濃度の低い使用点に合せたものとする。出
 口濃度を高く運転する場合はプロセスゲイン K が
 上昇する分だけ調節計の出力信号を下げれば
 よい。即ち、

$$\alpha \cdot K = \text{constant} \quad (\alpha \leq 1) \quad (6)$$

の条件を与えればよい。

$$Y = \alpha Y \quad (7)$$

Y : 補正後の制御信号

Y : 調節計の出力信号

α : 補正係数

この補正係数 α は、出口濃度設定値で変化する
 係数であり、演算器20はこの補正係数 α を決定
 する為のものである。これらの関係をブロック線
 図で表わすと第4図(a)のようになる。

ここに A は目標値、 B は制御量、 C は調節器の

伝達関数、 G_a は補正器の伝達関数、 G_p はプ
 ロセスの伝達関数である。

具体例として製品濃度75%, 65%, 55
 %の3種類を3重効用缶濃縮装置にて製造す
 るものとして、その濃縮缶の設計諸元を下記の
 様に定めた。

- ・入口流量を、各槽の出口濃度に対する運転点で
 $f_1 = 1.5 \text{ m}^3/\text{h}$
- ・入口流量を、各槽の出口濃度に対して $\Delta_1 = 30\%$
 入口流量計のレンジ $0 \sim 3.0 \text{ m}^3/\text{h}$
 出口濃度計のレンジ $50 \sim 80\%$
 各濃縮缶の条件は第1表の如くである。

第 1 表

出口濃度 75% の時									
蒸気量(C)	1号缶	5号缶	12号缶	2号缶	3号缶	合計(B)	合計(B)	合計(B)	合計(B)
仕入流量(C)	0.1m ³	0.1m ³	0.1m ³	0.1m ³	0.1m ³	0.5m ³	0.5m ³	0.5m ³	0.5m ³
時定数(T)	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分
むだ時間(L)	1-2号缶 0.2分	2-3号缶 0.25分	5号缶 0.05分	5号缶 0.05分	5号缶 0.05分	0.5分	0.5分	0.5分	0.5分
流量(f)	10.2%	8.0%	56.5%	75%	75%	75%	75%	75%	75%
濃度(B)	45%	56.5%	75%	75%	75%	75%	75%	75%	75%
出口濃度 65% の時									
蒸気量(C)	1-2号缶 10.5%	2-3号缶 8.7%	3号缶 濃度係数 6.9%	3号缶 濃度係数 6.9%	3号缶 濃度係数 6.9%	6.9%	6.9%	6.9%	6.9%
仕入流量(C)	42.9%	51.7%	65.2%	65.2%	65.2%	65.2%	65.2%	65.2%	65.2%
時定数(T)	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分
むだ時間(L)	1-2号缶 0.2分	2-3号缶 0.25分	3号缶 濃度係数 8.2%	3号缶 濃度係数 8.2%	3号缶 濃度係数 8.2%	8.2%	8.2%	8.2%	8.2%
流量(f)	40.2%	46.4%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%
濃度(B)	40.2%	46.4%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%
出口濃度 55% の時									
蒸気量(C)	1-2号缶 11.2%	2-3号缶 9.7%	3号缶 濃度係数 8.2%	3号缶 濃度係数 8.2%	3号缶 濃度係数 8.2%	8.2%	8.2%	8.2%	8.2%
仕入流量(C)	40.2%	46.4%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%
時定数(T)	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分	0.6分
むだ時間(L)	1-2号缶 0.2分	2-3号缶 0.25分	3号缶 濃度係数 8.2%	3号缶 濃度係数 8.2%	3号缶 濃度係数 8.2%	8.2%	8.2%	8.2%	8.2%
流量(f)	40.2%	46.4%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%
濃度(B)	40.2%	46.4%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%	54.9%

- 1 3 -

同、出口濃度65%, 55%に於けるむだ時間
 及び時定数は流量に反比例するから、上記・印の
 設計条件を与えると伝達関数を求める全ての定数
 が決定される。

プロセスゲイン K は、(4)式より

$$K_1 = \frac{b_1}{f_1} = \frac{50}{6} = 5$$

$$K_{65} = \frac{50}{6.9} = 4.35$$

$$K_{55} = \frac{50}{8.2} = 5.66$$

むだ時間、時定数の計算結果を整理すると、

$$75L_1 = 0.2 \text{ 分} \quad 75L_2 = 0.25 \text{ 分} \quad 75L_3 = 0.05 \text{ 分}$$

$$65L_1 = 0.19 \text{ 分} \quad 65L_2 = 0.25 \text{ 分} \quad 65L_3 = 0.04 \text{ 分}$$

$$55L_1 = 0.18 \text{ 分} \quad 55L_2 = 0.21 \text{ 分} \quad 55L_3 = 0.036 \text{ 分}$$

$$75T_1 = 0.6 \text{ 分} \quad 75T_2 = 1.0 \text{ 分} \quad 75T_3 = 1.4 \text{ 分}$$

$$65T_1 = 0.57 \text{ 分} \quad 65T_2 = 0.92 \text{ 分} \quad 65T_3 = 1.22 \text{ 分}$$

$$55T_1 = 0.54 \text{ 分} \quad 55T_2 = 0.82 \text{ 分} \quad 55T_3 = 1.03 \text{ 分}$$

以上の具体例によるプロセス結合伝達関数、

$$75G_{(p)}, 65G_{(p)}, 55G_{(p)} \text{ は、}$$

$$750_{\text{P}} = \frac{5 \times 10^{-6}}{(1 + 0.6s)(1 + s)(1 + 1.4s)}$$

$$450_{\text{P}} = \frac{4.35 \times 10^{-6}}{(1 + 0.57s)(1 + 0.92s)(1 + 1.22s)}$$

$$550_{\text{P}} = \frac{3.66 \times 10^{-6}}{(1 + 0.54s)(1 + 0.82s)(1 + 1.03s)}$$

となる。

それぞれのプロセス伝達関数から、フーラー＝ホルスの限界感度法により出口濃度調節計の最適 P, I, D 定数を求めると、持続振数を生ずるゲイン k_c 、持続振動角周波数 ω_c を求めて

$$P = 0.6 \times k_c \quad \rightarrow \quad K_p (\%) = \frac{100}{P}$$

$$I = 0.5 \times \frac{2\pi}{\omega_c}$$

$$D = 0.125 \times \frac{2\pi}{\omega_c}$$

これから最適定数が下記の様に算出される。

	Kp (%)	I分	D分
出口 75 多時	333%	2.66	0.66

	Kp (%)	I分	D分
出口 65 多時	298%	2.45	0.61
出口 55 多時	264%	2.71	0.55

この結果から明らかな様に、増分時間 1 分、積分時間 0.1 分はほとんど差異がなく、この配曲は既述諸害に生ずる位の影響である。これは前述した様にプロセスのむだ時間の変化、時定数の変化による考慮は、実用上無視して差しつかえない事を意味している。しかし此例系 P 係は大巾に変化している事が判る。

このプロセス制御系を、コンピューター制御を行なう場合、上記各 P, I, D 最適定数をプログラムしておく事により、常に最適条件で濃度制御が可能である。

しかし、本発明はこのような複雑な制御を用いることなく、簡単に安価なシステムを提供するにあり、第 2 図の実施例の如く演算器 1 及び 2 を用いて、その目的を実現するものである。演算器 1 は蒸気流量を決定する為にある。即ち、前記具体例で算出した蒸気量、

$$g_{75} = 9 \text{ T/G}$$

$$g_{65} = 8.1 \text{ T/G}$$

$$g_{55} = 6.8 \text{ T/G}$$

この値を、前記 2) 式 $G = K_1 Q + K_2$ の式を満たすように蒸気流量 Q に置換演算を行わしめるものである。

又演算器 2 は、プロセスゲインの変化を吸収する為の演算で、前記具体例で算出したプロセスゲイン、

$$K_{75} = 5$$

$$K_{65} = 4.35$$

$$K_{55} = 3.66$$

の一番低い値、即ち $K_{55} = 3.66$ を基準にして、出口濃度指示調節計 17 の P, I, D 最適値は、前記出口濃度 55 多の時の値に調整しておき、出口を 65 多に変更した時は、濃度指示調節計 17 の出力信号 Y に補正係数 $\alpha_{65} = 3.66/4.35$ を乗算して操作量である入口流量を設定する。又出口濃度を 75 多に変更した時は同様に、補正係数 $\alpha_{75} = \frac{3.66}{5.0}$ を乗算して操作量とする事で

プロセスゲイン変動の補正が可能である。しかしこの方法に限定するものではない。例えば、一番濃度の高い $K_{75} = 5.0$ を基準にした考え方も可能であり、更に任意のゲイン例えば、 $K = 1$ を基準にした考え方も同様の効果が得られる。前記 $K_{55} = 3.66$ を基準にした時、

$$\text{出口 75 多の時、} \alpha_{75} = \frac{3.66}{5} = 0.73$$

$$\text{出口 65 多の時、} \alpha_{65} = \frac{3.66}{4.35} = 0.84$$

$$\text{出口 55 多の時、} \alpha_{55} = 1$$

(α_{75} , α_{65} は、出口濃度を 75 多及 65 多に設定した時の補正係数。)

プロセスゲイン K 、調節計ゲイン $\frac{100}{K}$ 、補正係数 α を総合的に表わすと、

$$\text{総合ゲイン} = K \times \frac{100}{K_{55}} \times \alpha$$

$$75 \text{ 多の時} = 5 \times \frac{100}{264} \times 0.73 \div 1.38$$

$$65 \text{ 多の時} = 4.35 \times \frac{100}{264} \times 0.84 \div 1.38$$

$$55 \text{ 多の時} = 3.66 \times \frac{100}{264} \times 1 \div 1.38$$

この様に各濃度で一定のゲインとなるので調

制御ゲインは K_{ps} 一定で減衰する必要なくなる。

以上をグラフにより説明すると第4図(ハ)のようになる。原料入口流量は15%で運転され、グラフの横軸で示した曲線は各出口流量の使用点に於けるプロセスゲインを表わしている。そして点線で示した曲線は、一番低い流量の時即ち、55%の時のプロセスゲインと同一となる65%、75%の配分修正係数を示している。無論すれどどの出口設定流量の時も、等速的に同一プロセスゲインに変換した事になる。

この様な変換を行なう事により、一般にむづかしいと言われる同一設備内で多種流量の製品を製造する時の著しい操業を簡便することかできる。

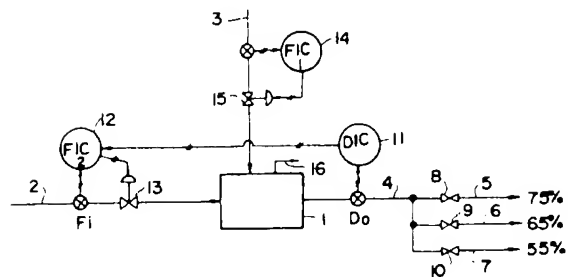
本発明は原料より、複数種類の流量の原料を同一の濃縮装置で製造する場合の濃度制御方法において、制御量として製品原料出口濃度を取り、定常運転時における主操作量として原料入口流量を取り、製品原料濃度の切り換え運転時

において併用する副操作量として加熱中の蒸気流量を取り、前記出口濃度の所望値を設定すると自動的に蒸気量も設定され、かつ、前記出口濃度の検出部の出力信号を算出して補正正化し、等速的に最速制御定数を得ることにより、1回の濃縮装置を用いて複数種類の濃度の原料を製造するに当たり従来の能力を有する改修を必要とせず、しかも簡単な装置により、容易に従来の効果より製造することができ、複数種類の濃度の原料の製造における濃度制御方法を提供することができ、実用上極めて大なる効果を有するものである。

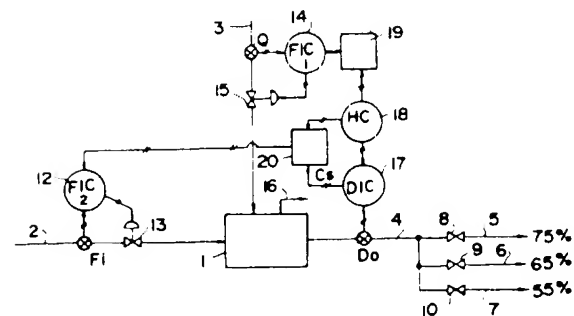
4 図面の簡単な説明

第1図は従来の制御方法の回路図、第2図は本発明の実施例の制御方法の回路図、第3図は3重効用濃縮器を用いた場合の流れの説明図、第4図(ハ)は本発明の実施例のブロックダイヤグラム、第4図(ハ)は本発明の実施例の濃度計出力信号の適正化によるプロセスゲインの変動を補正する方式の説明図である。

第1図



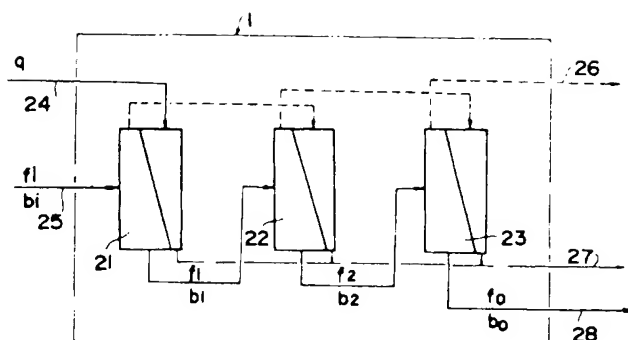
第2図



1……濃縮装置、2……原料供給管、3……原料管、4……出口管、5……管路、6……管路、7……管路、8……管、9……管、10……管、11……流量指示調節計、12……流量指示調節計、13……流量制御弁、14……流量指示調節計、15……流量制御弁、16……原料出口管、17……濃度指示調節計、18……出口濃度設定器、19……演算器、20……演算器、21……1号缶、22……2号缶、23……3号缶、24……品流、25……原料、26……排気パーバ、27……ドレン、28……出口管。

特許出願人 株式会社 荏 原 機 作 所
代理人 井 澤 士 郎

第3図



第4図

